

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання лабораторної роботи
«Дослідження масообмінних закономірностей перебігу гетерогенно-
каталітичних процесів»
«Процеси і апарати хімічних виробництв»
для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання

Затверджено
редакційно-видавничою
радою університету,
протокол № 1 від 20.03.2015 р.

Харків
НТУ «ХПІ»
2015

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи «Дослідження масообмінних закономірностей перебігу гетерогенно-каталітичних процесів» з курсу «Процеси і апарати хімічних виробництв» для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання / Укл.: Ведь В.Є., Краснокутський Є.В., Мірошніченко Н.М., Кузнецова М.М., Пономаренко Г.В.– Харків: НТУ “ХПІ”, 2015.– 21 с.

Укладачі: В.Є. Ведь
Є.В. Краснокутський
Н. М. Мірошніченко
М.М. Кузнецова
Г.В. Пономаренко

Рецензент К.О. Горбунов

Кафедра інтегрованих технологій, процесів та апаратів

Вступ

Для підготовки інженерів широкого профілю велике значення приділяється вивченню дисципліни «Процеси та апарати хімічних виробництв».

Метою дисципліни є вивчення закономірностей типових процесів, їх математичного опису, принципів роботи та влаштування апаратів, в яких ці процеси реалізуються, методів розрахунку апаратів та їх проектування на основі розрахунків.

Для кращого засвоєння і закріплення теоретичних положень основних розділів лекційного курсу передбачається виконання лабораторних робіт.

Метою даної роботи є дослідження масообмінних закономірностей гетерогенно-каталітичних процесів, визначення спостережуваних значень енергії активації, передекспонентного множника та температури переходу з зовнішньокінетичної у зовнішньодифузійну область.

Дані методичні вказівки включають основні теоретичні відомості за темою роботи, опис стенду для виконання роботи, визначають порядок виконання роботи і розрахунків, обсяг і зміст звіту.

1. Основні теоретичні відомості

Речовини, що знаходяться у газовій фазі, та каталітично активні компоненти, що локалізовані на твердих носіях (металевих чи керамічних) знаходяться у різних фазах. Це визначає складність та багатостадійність перебігу процесу гетерогенно-каталітичної хімічної реакції.

До таких стадій відносяться процеси [1], пов'язані із дифузією початкових речовин із газового потоку до зовнішньої поверхні каталізатора; дифузія початкових продуктів у порах зерна каталізатора; адсорбція вихідних речовин на поверхні каталізатора; власне хімічне перетворення; десорбція продуктів хімічного перетворення з поверхні каталізатора; дифузія продуктів із внутрішньої поверхні зерна каталізатора до поверхні; дифузія продуктів з поверхні каталізатора у газовий потік.

Будь-яка з наведених стадій може контролювати процес. Таким чином, кінетичні закономірності гетерогенно-каталітичних процесів можуть контролюватися як законами власне хімічної кінетики, так і закономірностями масопереносу і законами адсорбції.

У зв'язку з цим виділяють п'ять основних кінетичних областей роботи гетерогенного каталізатора [1].

Зовнішньокінетична область, швидкість якої визначається власне хімічним перетворенням на зовнішній поверхні зерна каталізатора.

Адсорбційна область лімітується адсорбцією початкових речовин або десорбцією продуктів реакції.

Зовнішньодифузійна область характеризується тим, що найповільнішою стадією є дифузія початкових речовин із потоку до зовнішньої поверхні каталізатора або дифузія продуктів реакції від неї у потік.

Внутрішньодифузійна область визначається тим, що найбільш повільною є стадія дифузії початкових речовин від зовнішньої поверхні зерна каталізатора до його внутрішньої поверхні, або стадія дифузії продуктів реакції у зворотному напрямку.

Внутрішньокінетична область лімітується швидкістю хімічного перетворення, що перебігає на поверхні пор зерна каталізатора, тобто на його внутрішній поверхні.

Чіткі межі між цими областями роботи каталітичного перетворювача відсутні. Вони перекриваються проміжними перехідними областями, в яких одночасно проявляються закономірності різних областей.

Відомо також [2 – 4], що в умовах високих швидкостей газового потоку і високих температур, а також за умови відсутності структурної порушеності носія каталізатора, гетерогенно-каталітичний процес лімітується швидкістю дифузії початкових речовин із газового потоку до зовнішньої поверхні каталізатора або швидкістю дифузії продуктів реакції у зворотному напрямку. Це визначає необхідність дослідження процесів окиснення у зовнішньодифузійній та зовнішньокінетичній області, оскільки остання має безпосередній вплив на характер та особливості перебігу масообміну.

2. Стенд вивчення кінетичних і газодинамічних параметрів гетерогенно-каталітичних процесів

Стенд вивчення кінетичних і газодинамічних параметрів каталітичних процесів очищення газів функціонує наступним чином. Досліджуваний газ подається в змішувач 3 з балона 2. При необхідності газ змішується в змішувачі 3 разом з повітрям, нагнітається за допомогою компресора 1. Кількісний склад змішуються газів в змішувачі 3 задається співвідношенням швидкостей газових потоків. Використання в одній схемі можливості подачі газів, як з балонів, так і від компресора дозволяє отримувати кілька типів сумішей, наприклад, вуглеводень-повітря, азот-повітря, гелій-кисень, гелій-кисень-вуглеводень і т.д. Вентиллями регулюється задане співвідношення газів, що подаються в змішувач.

У разі необхідності дослідженні властивостей багатокомпонентного газу, один або кілька компонентів якого знаходяться в іншому агрегатному стані, передбачено поділ газового потоку на дві частини, що з'єднуються після проведення процесу збагачення однієї частини газу парами рідких або твердих сполук. При цьому певна частина газу направляється в змішувач 6, а задана частина в термостатувати посудину або випарник. У посудину поміщений рідкий вуглеводень, а у випарник навіс твердого органічної сполуки. Тверді органічні сполуки можуть бути використані або в розплавленому стані (передбачений барботаж через розплав газів вуглеводень,

азот або гелій). У разі якщо тверді з'єднання легко сублимується (наприклад, нафталін, саліцилова кислота, фенол), то їх поміщають в обігрівачі 6 і надходять у реактор 7.

Стенд для лабораторних досліджень перебігу гетерогенно-каталітичних процесів оснащений датчиками для знімання термометричної інформації, визначення тиску, витрат газів. У конструкції стенду передбачені точки контролю температур за допомогою термопар гр. ТХА діаметром 0.1 мм, вимір і регулювання температури здійснюється восьмиканальним приладом РТЭ-4.8. Вимірювання, контроль і регулювання витрат газів здійснюється реометр і ротаметрами. Регулювання витрат газів здійснюється за допомогою регулювальних вентилів. Тиск, що створюється шаром каталізатора, вимірюється за допомогою U-подібного манометра.

Для підтримки необхідного температурного режиму проведення каталітичних процесів в ізотермічному або адіабатичному режимах в реакторі, в апаратурне оформлення стенду включені восьмиканальний прилад РТЭ-4.8, який регулює зв'язок між термоприймачами і системою нагріву реактора.

Якісний і кількісний склад газів, що входять і виходять з реактора, визначається за допомогою газоаналізаторів Инфракар 5М-2.02 та ОК-СИ 5М-5.

Основні параметри функціонування стенду виводяться в реальному масштабі часу на ЕОМ (на схемі установки за рис. 1 не вказано).

У вузлі 7 рис. 1, позначеному як обігрівний теплоізований реактор, залежно від цілей проведених досліджень розміщували реактори різних конструкцій, наприклад, проточні або безградієнтний.

На рис. 2 наведена схема проточного реактора диференціального типу, конструкція якого відзначається зручністю його обслуговування, можливістю створення заданого теплового режиму і забезпечена теплоізоляцією та можливістю охолодження. У конструкції реактора передбачені штуцери для завантаження каталізатора, введення і виведення газу 1 і 3. Вісім пробовідбірників 2 рівномірно розташовані по довжині реактора. Пробовідбірники призначені для розміщення в них термопар і служать каналами для відбору проб газу по довжині реактора.

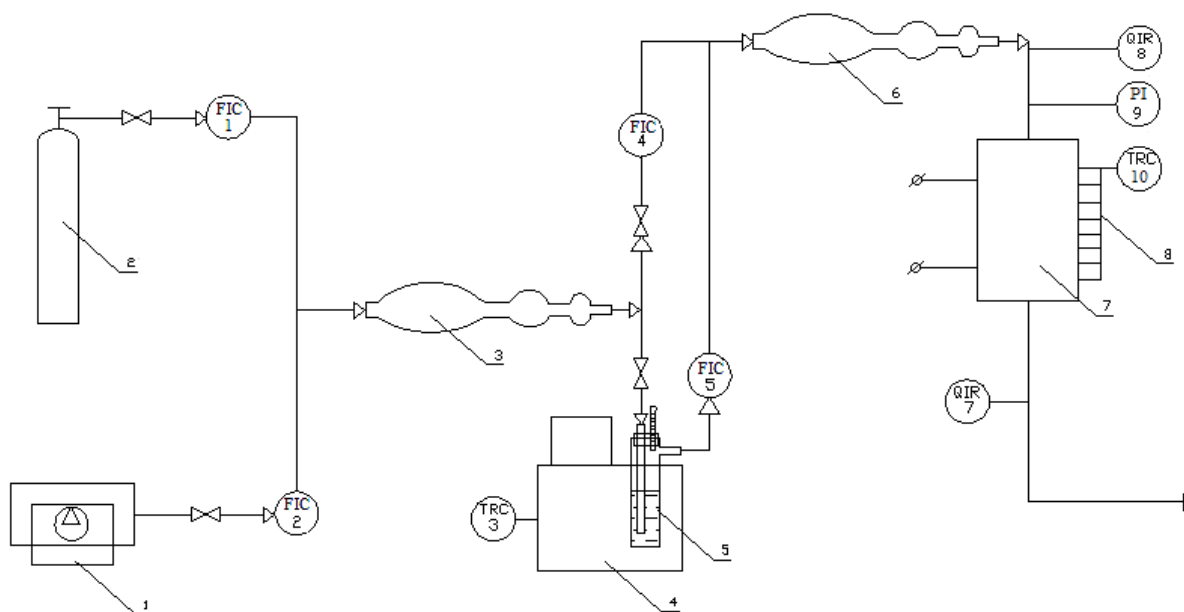


Рисунок 1 – Стенд вивчення кінетичних і газодинамічних параметрів гетерогенно-каталітичних процесів:

1 – компресор; 2 – балони для подачі газів; 3, 6 – змішувачі, 4 – термостат;
5 – посудина з одним з рідких вуглеводнів; 7 – обігрівається теплоізолюваний реактор; 8 – термопари

У такому реакторі легко здійснюється регулювання температур газів за його довжині в разі потреби підтримки ізотермічного режиму; проведення досліджень розподілу температур газу для проведення процесу конверсії в адіабатичному режимі; одночасна фіксація концентрацій вихідних речовин і продуктів реакції каталітичної конверсії в довжині реактора. Крім цього конструкція реактора (рис. 2) дозволяє проводити дослідження температурного поля реакційного газу в реальному часі, що дає можливість знизити інерційних вимірювання температури. Розміщення термопар на поверхні, всередині зерна каталізатора і в потоці газу створює передумови для фіксації температурних явищ розігріву каталізатора при протіканні екзотермічних процесів.

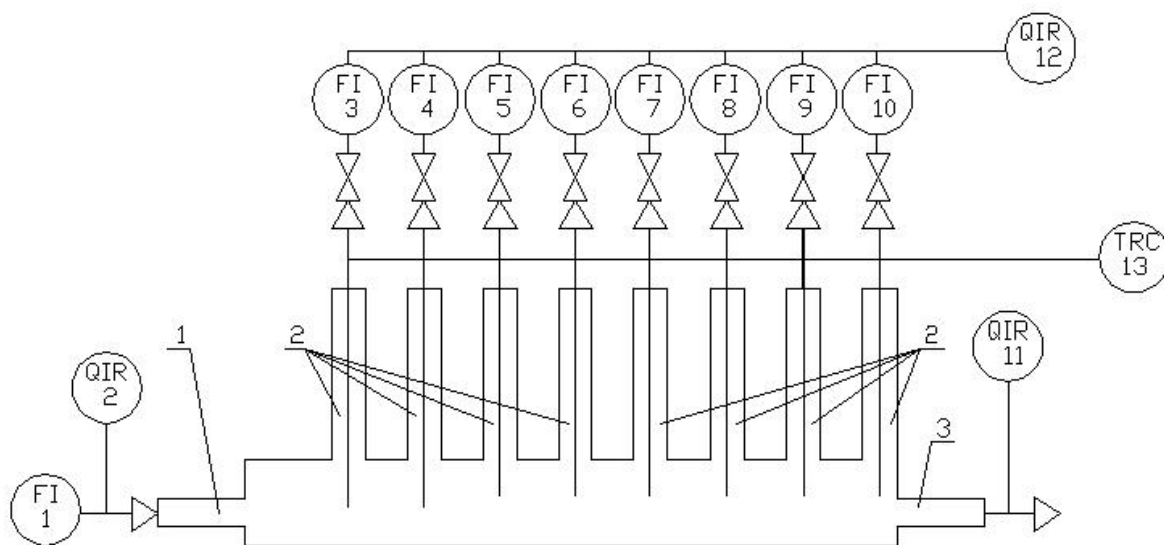


Рисунок 2 – Проточний реактор диференціального типу:

1 і 3 – штуцери подачі-виводу газу і завантаження-вивантаження каталізатора;
2 – пробовідбірники

3. Масообмінні закономірності гетерогенно-каталітичного процесу

Гетерогенно-каталітичний процес перебігає через низку стадій: дифузія початкових речовин з газового потоку до зовнішньої поверхні каталізатора; дифузія початкових речовин у порах зерна каталізатора; адсорбція початкових речовин на поверхні каталізатора; хімічна реакція; десорбція продуктів реакції з поверхні каталізатора; дифузія продуктів реакції з внутрішньої зерна каталізатора; дифузія продуктів реакції з зовнішньої поверхні каталізатора у газовий потік [5].

Будь-яка з цих стадій може контролювати процес, тому кінетичні закономірності гетерогенно-каталітичного процесу можуть контролюватися як законами хімічної кінетики, так і процесами масопереносу.

Для розробки моделі перебігу процесу каталітичної конверсії у зовнішньодифузійній області використовується диференційне рівняння масовіддачі та рівняння масообміну рівняння (1) у критеріальній формі рівняння (2) [5]

$$-\frac{dn}{F d\tau} = \beta(C_g - C_s), \quad (1)$$

де n – кількість речовини вуглеводнів, моль; F – реакційна поверхня, м²; β – коефіцієнт масовіддачі, м/с; C_g – концентрація вуглеводнів у ядрі газового потоку; C_s – концентрація вуглеводнів на поверхні каталітичного перетворювача.

$$\beta = B \text{Re}^m \text{Pr}_d^n \frac{D}{L}, \quad (2)$$

де Re – критерій Рейнольдса; Pr_d – дифузійний критерій Прандтля; D – коефіцієнт молекулярної дифузії, м²/с; L – характерний лінійний розмір, м.

$$\text{Re} = \frac{w d_e \rho}{\mu}, \quad (3)$$

де w – лінійна швидкість газового потоку, м/с; d_e – еквівалентний діаметр зерна каталізатора, м; ρ – густина газового потоку, кг/м³; μ – коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с.

Характерний лінійний розмір приймаємо рівним еквівалентному діаметру, який розраховується наступним чином

$$d_e = 4 \frac{\varepsilon}{F/V}, \quad (4)$$

де ε – доля порожнин у реакторі; F – поверхня насадки, м²; V – об'єм реактора, м³.

Значення критерію Прандтля знаходимо так [6]:

$$\begin{aligned} \text{Pr}_d &= \frac{\mu}{\rho D}, \\ \mu &= 1.717 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{0.683}, \\ D &= D_0 \left(\frac{T}{273} \right)^{1+n}, \end{aligned} \quad (5)$$

де T – температура газового потоку, К; D_0 та n – емпіричні константи для пари «бензен-повітря», що дорівнюють 0.0783×10^{-4} та 0.89 відповідно.

Визначення експериментальних значень коефіцієнта масовіддачі здійснюється за допомогою рівняння (6), яке є розв'язком рівняння (1) при інтегруванні від $C_g = C_0$ до $C_g = C$ та від 0 до τ . Розв'язок рівняння (1) є можливим за тієї умови, що концентрація вуглеводнів на поверхні каталітичного перетворювача дорівнює нулю. Таке наближення є обґрунтованим, оскільки в умовах перебігу процесу каталітичної конверсії у зовнішньодифузійній області на поверхні каталізатора перебігає швидка реакція, швидкість якої значно перевищує швидкість масопідводу речовини з ядра газового потоку до каталітичної поверхні.

$$\beta = \frac{V}{F\tau} \ln \left(\frac{C_0}{C} \right), \quad (6)$$

де C_0 – концентрація вуглеводнів у газовому потоці на вході у реактор; C – поточна концентрація вуглеводнів; V – об'єм реактора.

Ступінь конверсії вуглеводнів у зовнішньодифузійній області визначається наступним чином

$$X_D = 1 - \exp \left(-\tau_0 \frac{T_0}{T} \beta \frac{F}{V} \right), \quad (7)$$

де X_D – ступінь конверсії у зовнішньодифузійній області; τ_0 – час контакту, приведений до нормальних умов, с; T – поточна температура у зоні реакції, К; T_0 – температура, до якої приведений час контакту τ_0 , К.

Підстановка рівняння (2) у рівняння (7) дає розрахункову залежність ступеня конверсії у зовнішньодифузійній області від параметрів:

$$X_D = 1 - \exp \left(-\tau_0 \frac{T_0}{T} \frac{F}{V} B \text{Re}^m \text{Pr}_d^n \frac{D}{L} \right). \quad (8)$$

Проте така залежність не описує впливу на ступінь конверсії у зовнішньодифузійній області ряду чинників, таких як концентрація каталітично активних елементів на поверхні носія, питома поверхня носія, початкова концентрація бензену на вході у реактор.

Характер впливу концентрації каталітично активних речовин на швидкість перебігу гетерогенно-каталітичного процесу наведено у [7]. Експериментальні дані залежності спостережуваного значення коефіцієнта масовіддачі (рис. 3) свідчать про доцільність використання підходу, наведеного у [7], щодо врахування фактору концентрації каталітично активних речовин у рівнянні (8). Трансформацією рівняння (8) у відповідності із цим підходом отримуємо рівняння (9).

$$X_D = 1 - \exp\left(-\tau_0 \frac{T_0}{T} \frac{F}{V} B \text{Re}^m \text{Pr}_d^n \frac{D}{L} C_{кат}^p\right), \quad (9)$$

де $C_{кат}$ – концентрація каталітично активних елементів на поверхні носія, кг/м^2 ; p – емпірична константа.

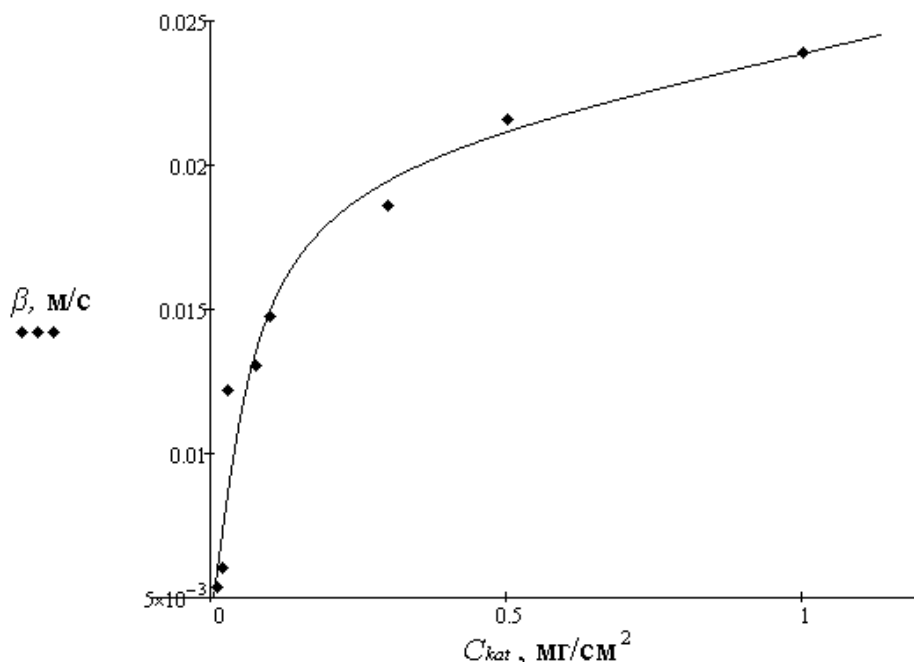


Рисунок 3 – Експериментальні значення спостережуваного значення коефіцієнту масовіддачі в залежності від концентрації каталітично активних елементів на поверхні носія. Дані наведені для температури 350 °С

Рівняння (9) описує гетерогенно-каталітичний процес, що відповідає стадії масопереносу, і не враховує тієї обставини, що частина бензену перетворюється на карбон (IV) оксид у ядрі газового потоку у хімічній реакції радикального типу [8, 9]. На швидкість перебігу радикальної реакції у ядрі газового потоку впливають додатково такі чинники, як концентрація

бензену у потоці, структура потоку та інтенсивність його перемішування. Урахування цих чинників дозволяє отримати залежність ступеня перетворення бензену на карбон (IV) оксид у зовнішньодифузійній області

$$X_D = 1 - \exp\left(-\tau_0 \frac{T_0}{T} \frac{F}{V} B \operatorname{Re}^m \operatorname{Pr}_d^n \frac{D}{L} C_{\text{катл}}^p \cdot k_{0R} \exp\left(-\frac{E_R}{RT}\right) C_0^b \operatorname{Re}^c \frac{F_{\text{катл}}}{V}\right), \quad (10)$$

де $F_{\text{катл}}$ – площа поверхні каталітичного перетворювача, м²; k_{0R} – передекспонентний множник, м/с; E_R – енергія активації радикальної реакції у ядрі газового потоку, Дж/моль; m, n, p, b, c – емпіричні константи.

Подвійний вплив структури потоку (критерію Рейнольдса) пов'язаний з тією обставиною, що з одного боку структура потоку визначає інтенсивність масопідводу до поверхні каталітичного перетворювача кисню та бензену, а з іншого – інтенсивність перебігу радикальної реакції у ядрі газового потоку. Такий самий подвійний вплив має і питома поверхня: з одного боку визначає структуру потоку, а з іншого є визначальним чинником у формуванні та обриванні ланцюгів радикальної реакції.

Порівнюючи рівняння (10) із формулою Міхеєва для ламінарної вимушеної конвекції і проводячи деякі спрощення, можна записати

$$X_D = 1 - \exp\left(-\tau_0 \frac{T_0}{T} \frac{F}{V} A \operatorname{Re}^{0.33+c} \operatorname{Pr}_d^{0.33} \frac{D}{L} C_{\text{катл}}^p \cdot \exp\left(-\frac{E_R}{RT}\right) C_0^b \frac{F_{\text{катл}}}{V}\right), \quad (11)$$

де A – емпірична константа, м.

Показник ступеня при критерії Рейнольдса, що виражається рівнянням $0.33+c$, пояснюється наступним чином: доданок 0.33 походить із формули Міхеєва та відповідає за інтенсивність масопідводу реагентів до поверхні каталітичного перетворювача, доданок c відповідає за вплив на інтенсивність перебігу радикальної реакції у ядрі газового потоку.

Остаточна система рівнянь перебігу гетерогенно-каталітичного процесу конверсії бензену у зовнішньодифузійній області має наступний вигляд:

$$X_D = 1 - \exp\left(-\beta \tau \frac{F}{V}\right), \quad (13)$$

$$\beta = B \text{Re}^{0.33} \text{Pr}_d^{0.33} \frac{D}{L}, \quad (14)$$

$$B = 1.95 \cdot 10^{-4} \cdot \exp\left(-\frac{1.96 \cdot 10^4}{RT}\right) \text{Re}^{0.62} C_{\text{кмл}}^{0.265} C_0^{0.946} \frac{F_{\text{кмл}}}{V}. \quad (15)$$

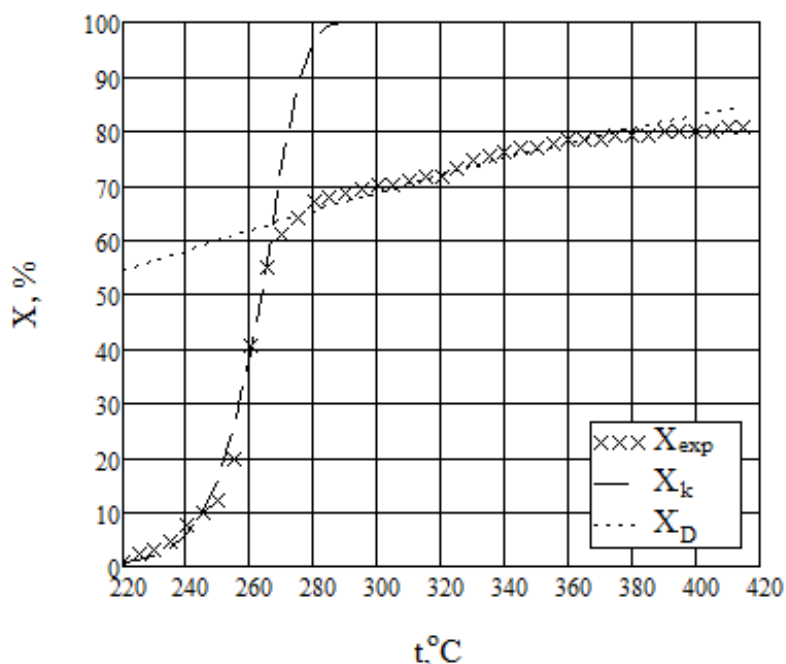


Рисунок 4 – Експериментальна та розрахункова залежності ступеня конверсії вуглеводнів у кінетичній та зовнішньодифузійній областях

Адекватність отриманих значень розрахованих значень ступеня перетворення підтверджується порівнянням розрахованих значень ступеню конверсії вуглеводнів у кінетичній (X_k), зовнішньодифузійній (X_D) та експериментально визначених (X_{exp}), що показано на рис. 4.

Із графіку на рис. 4 видно, що низькотемпературна область перебігу гетерогенно-каталітичного процесу окиснення бензену у карбон (IV) оксид лімітується швидкістю хімічного перетворення бензену на карбон (IV) оксид на поверхні каталізатора. У той же час високотемпературна область перебігу гетерогенно-каталітичного процесу окиснення бензену у карбон (IV) оксид визначається транспортом реагентів – кисню та бензену – із ядра газового потоку до поверхні каталітичного перетворювача і продуктів їх взаємодії від поверхні каталізатора до ядра газового потоку.

4. Методика проведення роботи

Увімкнути газоаналізатор Инфракар 5М-2.02 щонайменше за півгодини до початку проведення вимірювань. Заповнити за необхідності посудину для рідких вуглеводнів (барботер) 5 бенzenом чи іншим летким реагентом та зважити її на аналітичних терезах m_1 , кг. Під'єднати барботер до стенду.

Увімкнути компресор 1 одночасно увімкнути секундомір для визначення часу проходження повітря через барботер (τ , с) та виставити за допомогою регулювальних вентилів швидкість повітря через барботер $V_1=8$ л/год, а через змішувач $V_2=6.5$ л/хв. Вставити термопари у шостий та восьмий пробовідбірники реактора, які вимірюють температури T та T_1 відповідно, та під'єднати їх до електронного термометра. Увімкнути автотрансформатор, поступово піднімати напругу так, щоб швидкість зростання температури не перевищувала $0,5$ °C/с.

Початком гетерогенно-каталітичного процесу слід вважати температуру, при якій спостерігається стійке показання газоаналізатора Инфракар 5М-2.02 по об'ємній частці CO_2 , % на рівні $\varphi=0,01\%$. Гетерогенно-каталітичний процес починається при температурі T від 250 до 270 °C. Після початку гетерогенно-каталітичного процесу слід записувати значення об'ємної частки CO_2 кожні 5 °C. Дослідження слід припинити при досягненні температури T $350..370$ °C.

По закінченні вимірювань слід:

- від'єднати Инфракар 5М-2.02 від дослідного стенду, продути і вимкнути газоаналізатор;
- вимкнути автотрансформатор;
- вимкнути компресор та завершити вимірювання часу проходження повітря через барботер (τ , с);
- зважити барботер із летким реагентом на аналітичних терезах m_2 , кг.

Отримані під час вимірювань дані об'ємної частки CO_2 , %, відповідні значення температури T , °C та час проходження повітря через барботер τ , с занести у табл. 1.

5. Обробка експериментальних даних

1. Визначити масу леткого реагенту, який випарувався під час експерименту, кг

$$m = m_1 - m_2. \quad (16)$$

2. Визначити об'єм повітря, який пройшов через реактор V , м³

$$V = \left(\frac{V_1 \tau}{3600} + \frac{V_2 \tau}{60} \right) / 1000. \quad (17)$$

3. Визначити час проходження газової суміші через шар каталізатору, приведений до нормальних умов, τ_0 , с (об'ємом каталізатору можна знехтувати)

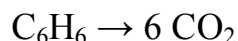
$$\tau_0 = \frac{V_r}{\left(\frac{V_1}{3600} + \frac{V_2}{60} \right) / 1000}, \quad (18)$$

де V_r – об'єм зони реактора, заповненої шаром каталізатора, що дорівнює 7.85×10^{-6} м³

4. Визначити концентрацію леткого реагенту, який водить у реактор C_0 , кг/м³

$$C_0 = m / V. \quad (19)$$

5. Визначити об'ємну частку CO_2 , %, яка відповідає повному ($X=100\%$) каталітичному перетворенню леткого органічного реагенту Φ , %. Під час цих розрахунків зміною реакційного об'єму внаслідок хімічного перетворення нехтують. Приклад розрахунку ϕ , % для бензену.



Молекулярна маса бензену $M(\text{C}_6\text{H}_6) = 78.0$ г/моль.

Молярний об'єм ідеального газу $V_m = 22.4$ л/моль.

У одному кубічному метрі газу, що входить у реактор, знаходиться $m(\text{C}_6\text{H}_6)$ кг бензену:

$$m(C_6H_6) = 1 \cdot C_0. \quad (20)$$

Під час повного каталітичного перетворення $m(C_6H_6)$ кг бензену у карбон (IV) оксид утворюється об'єм останнього $V(CO_2)$, л

$$V(CO_2) = 6V_m \frac{m(C_6H_6)}{M(C_6H_6)}. \quad (21)$$

Об'ємна частка CO_2 , %, яка відповідає повному ($X = 100$ %) каталітичному перетворенню леткого органічного реагенту Φ , %

$$\Phi = \frac{V(CO_2)}{1000} 100\%. \quad (22)$$

6. Визначення ступеня перетворення X леткого вуглеводню у карбон (IV) оксид для кожного значення температури T

$$X = \frac{\varphi}{\Phi}. \quad (23)$$

7. Побудувати графік залежності ступеня перетворення X леткого вуглеводню у карбон (IV) оксид від температури T .

8. Визначити області перебігу гетерогенно-каталітичного процесу. Припускаючи, що гетерогенно-каталітичний процес являє собою мономолекулярну реакцію першого порядку, розрахувати ліву частину рівняння 24, яка являє собою логарифм спостережуваної константи швидкості гетерогенно-каталітичного процесу $\ln(k)$. Побудувати графік залежності логарифму константи швидкості від оберненої температури, як показано на рис. 5 і визначити графічним методом значення температури переходу гетерогенно-каталітичного процесу із кінетичної у зовнішньодифузійну область – Θ .

$$\ln \left(\frac{\ln(1-X)}{-\tau_0 \frac{T_0}{T}} \right) = \ln k_0 - \frac{E}{RT}. \quad (24)$$

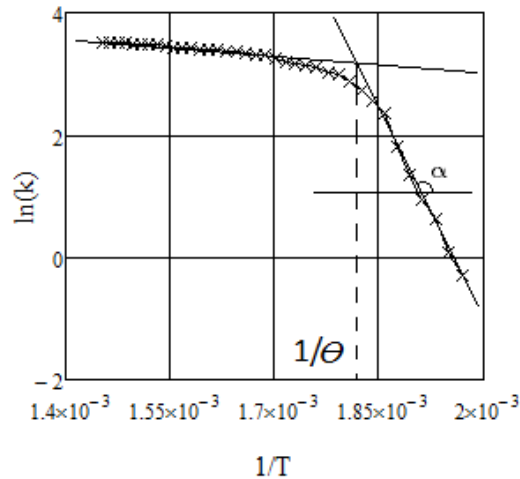


Рисунок 5 – Залежність логарифма константи швидкості процесу конверсії бензену від оберненої температури

Для визначення температури переходу гетерогенно-каталітичного процесу із кінетичної у зовнішньодифузійну область Θ , K проводять дотичні до низькотемпературної та високотемпературної ділянок залежності $\ln(k)=f(1/T)$. Абсциса точки перетину дотичних є оберненим значенням температури переходу процесу із кінетичної у зовнішньодифузійну область $1/\Theta$, $1/K$.

Подальші розрахунки проводяться для значень ступеня перетворення, що знаходяться з температур, вищих, ніж температури переходу гетерогенно-каталітичного процесу із кінетичної у зовнішньодифузійну область – Θ .

9. Визначити спостережувані значення коефіцієнту масовіддачі за допомогою рівняння 6 для концентрацій, що визначені для температур, вищих, ніж температура переходу у зовнішньодифузійну область.

Площу поверхні каталізатора прийняти рівною 0.014 м^2 .

10. Визначення параметрів B та n рівняння 8 на основі експериментальних даних. Прийняти параметр m рівним 0.33.

Для умов проведення дослідження є справедливим припущення, що параметр B є константою, тоді у рівнянні 8 залишається лише дві невідомі – B та n для визначення яких достатньо двох експериментальних точок із графіка залежності ступеня перетворення від температури.

$$\left\{ \begin{array}{l} -\ln \left(\frac{\ln(1 - X_{D1})}{\frac{D_1}{L} \tau_0 \frac{T_0}{T_1} \frac{F}{V} \text{Re}_1^{0.33}} \right) = B + n \text{Pr}_1 \\ -\ln \left(\frac{\ln(1 - X_{D2})}{\frac{D_2}{L} \tau_0 \frac{T_0}{T_2} \frac{F}{V} \text{Re}_2^{0.33}} \right) = B + n \text{Pr}_2 \end{array} \right. \quad (25)$$

11. За допомогою рівняння 8 та розрахованих значень B та n визначити розраховані значення ступеня перетворення X_D леткого вуглеводню у карбон (IV) оксид для кожного значення температури T та нанести отримані дані на графік залежності ступеня перетворення від температури.

12. Заповнити таблиці експериментальних даних та оформити висновки за результатами отриманих у роботі даних та відомостей про перебіг гетерогенно-каталітичного процесу.

Таблиця 1 – Експериментальні та розраховані дані.

Маса барботеру із летким вуглеводнем до експерименту m_1 , кг			
Маса барботеру із летким вуглеводнем після експерименту m_2 , кг			
Час барботажу τ , с			
T , К	$\varphi(\text{CO}_2)$, %	X	X_D

6. Контрольні питання

1. Порядок проведення досліджень та аналіз результатів.
2. Що таке масовіддача, масопередача?
3. Чинники, які впливають на інтенсивність масообміну.
4. Дифузія, закон Фіка.
5. Критерії подібності. Критерій Рейнольдса.
6. Критерії подібності. Критерій Прандтля.
7. Критеріальні рівняння масовіддачі.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Robert E. Treybal. Mass Transfer Operations / Robert E. Treybal. – New York: McGraw-Hill, 1980. – 786 p.
2. Разработка и испытание гранулированных катализаторов для камер сгорания газотурбинных установок регенерационного цикла / З.Р. Исмагилов, Н.В. Шикина, С.А. Яшник и др. // Кинетика и катализ. – 2008. – Т.49. – №6. – С. 922-935.
3. Соловьев Г.И. Каталитический нейтрализатор с металловолоконистым катализатором для очистки выхлопных газов двигателей внутреннего сгорания / Г.И. Соловьев, А.А. Климаш, В.В. Гончаров // Энерготехнологии и ресурсосбережение. – 2008. – №5. – С. 44-49.
4. Крылов О.В. Каталитическая очистка выхлопных газов автомобильного транспорта. По материалам VII международного конгресса по катализу и очистке автомобильных газов / О.В. Крылов, В.Ф. Третьяков // Катализ в промышленности. – 2007. – №4. – С. 44-54.
5. Levenspiel O. Chemical reaction engineering / Octave Levenspiel – New York: John Wiley & Sons, Inc., 1999. – 684 p.
6. Тепло- и массообмен. Теплотехнический эксперимент справочник / Григорьев В.А., Зорин В.М.; под ред. В.А. Григорьев. – М.: Энергоиздат, 1982. – 512 с.
7. Robert J. Farrauto. Industrial Catalysis: A Practical Guide / Robert J. Farrauto // Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology. – 2012. – pp. 201-230.
8. Воинов А.Н. Сгорание в быстроходных поршневых двигателях / А.Н. Воинов. – М.: Машиностроение, 1977. – 277 с.
9. Термическое разложение и горение взрывчатых веществ и порохов [Текст] / Г.Б. Манелис, Г.М. Назин, Ю.И. Рубцов, В.А. Струнин. – М.: Наука, 1996. – 223 с.

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи «Дослідження масообмінних закономірностей перебігу гетерогенно-каталітичних процесів» з курсу «Процеси і апарати хімічних виробництв» для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання.

Укладачі: ВЕДЬ Валерій Євгенович

КРАСНОКУТСЬКИЙ Євген Володимирович

МІРОШНІЧЕНКО Наталія Миколаївна та ін.

Відповідальний за випуск В.Є.Ведь

Роботу рекомендував до друку О.М. Рассоха

В авторській редакції

План 2015 р. поз. 165

Підп. до друку 18.05.2015 р. Формат 60х84 1/16. Папір офсетний.

Riso-друк. Гарнітура Таймс. Ум. друк. арк.

Наклад 50 прим. Зам. № Ціна договірна

Видавничий центр НТУ «ХПІ».

Свідоцтво про державну реєстрацію ДК № 3657 від 24.12.2009 р.

61002, Харків, вул. Фрунзе, 21

Друкарня